

(京)新登字039号

内 容 提 要

本书是根据美国著名的 ROBERT H. PERRY 所著的《PERRY'S CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK》(第六版)译出。

中译本分上、下两卷出版。全书共分27篇,下卷包括第13至27篇,主要内容有:蒸馏,传质与气体吸收,液液萃取,吸附和离子交换,新的分离过程,液-气系统,固体干燥和气固系统,固-固体体系和液-液体系,过程控制,结构材料,过程机器的传动,过程经济,废物管理,生化工程等。

本书为全化工各行业通用的工具书,是指导化工、轻工、冶金等领域的科研人员,生产人员、教学人员进行过程研究开发,生产设备设计计算的必备手册。

ROBERT H. PERRY

PERRY'S CHEMICAL ENGINEER'S HANDBOOK

SIXTH EDITION

McGraw-Hill

1984

PERRY 化学工程手册

第 六 版

下 卷

责任编辑: 郭乃铎
陈 丽

封面设计: 韩 星

化学工业出版社出版发行

(北京市朝阳区惠新里1号)

化学工业出版社印刷厂印刷

顺义寺上装订厂装订

新华书店北京发行所经销

开本787×1092¹/₁₆印张118¹/₂字数3034千字

1993年8月第1版 1993年8月北京第1次印刷

印 数 1—3000

ISBN 7-5025-1037-0/TQ·604

定 价 150.00元

编辑说明

(1) 《PERRY化学工程手册》是一部在国际,国内具有较大影响的权威性工具书,对指导化工、轻工、冶金等行业的科研、设计和生产具有重要的参考价值。该书自1934年问世以来,经过五次修订再版。现将1984年第六版译成中文,介绍给广大读者。

(2) 由于计算机技术的迅速发展和被广泛采用,以及新的结构材料的开发利用,化学工程的理论和技术日益更新,新的分枝不断形成。为此,作者在第五版的基础上,对手册的内容作了大量修订和补充,不但对第五版的25篇逐一修正增补,并改写了经济、蒸馏、萃取和吸收各篇,还增加了生化工程技术和废物管理两篇新内容。另外,本版新收入的图、表、数据等都以SI单位制表示,并且增加了U. S. 制单位和SI单位的换算。

(3) 天津大学、浙江大学、清华大学、大连理工大学化工学院、石油大学、华南理工大学、成都科技大学、天津化工研究院的有关专家教授参加了翻译和审校工作。

(4) 参加本手册的编辑人员(以姓氏笔划为序):刘哲、刘小蘋、李迟善、李涌雪、李洪勋、李建斌、朱振东、陈丽、陈逢阳、苗延秀、罗幼松、张红兵、张婉如、施承薇、周国庆、郭乃铎、徐世峰、梁虹、谢丰毅等。

第 六 版 序

在过去的十年中，化学工程学科对推动世界工业进步依然在多方面起着重要的作用，工艺和设备的设计方法已经取得了显著的进步。从某种程度上说，这一进步的取得要归功于计算机的推广应用和更为适宜的结构材料的开发利用。日益重要的能源问题，要求完善废物管理，这些因素也影响了设计的决策。然而，从根本上讲，可靠的化学工程实践仍旧建立在经验和理论这两方面合理结合应用的基础上。而从第五版出版以来，无论是在经验方面，还是在理论方面，都已取得了可喜的成绩。因此，本版对第五版的25篇内容都作了最新修订，而且重新编写了某些领域（如经济、蒸馏、萃取和吸收）的篇章，并增写了新兴的生化工程和废物管理技术两篇新内容。

本版还改变了对单位制的处理方法。大多数工程师都知道，世界上许多国家都采用了SI单位制，而美国仍主要使用U. S. 单位（虽然美国正在向扩大使用SI单位制过渡）。为了满足不同使用者的要求，《手册》作了兼可使用两种单位制的安排。本版中部分图表取自前几版，并进行了修订，但未重新绘制，因为这样并不切合实际。新增的图表一般使用SI单位制，只在某些情况下，兼用两种单位制。本版所有图表均附有换算系数，以便于两种单位制之间的换算。正文中出现的数值均使用SI和U. S. 两种单位，许多经验公式中出现的因次常量也是如此。笔者相信，《手册》对两种单位制的使用者一般都是适用的。

许多人士对本版《手册》的编纂给予了大力支持。要特别感谢Wanda S. Dekat, Georgea L. de Media和Guy L. Green等几位工程领域的前辈完成了繁重的索引编制工作。Jill A. Schoeling和Ruth R. Sleeper承担了本版《手册》的打字和秘书工作。

Raymond Genereaux是第六篇“流体运输和贮存”的分篇主编，也是《手册》先后六个版本全部编纂工作的唯一参加者。谨此对他长期坚持不懈地致力于《手册》的编纂工作和所作出的贡献深表感谢！

Bob Perry对《手册》的再版并保持《手册》优秀质量的传统倾注了全部精力，但在本版《手册》的编纂期间不幸去世，这是我们莫大的损失。他永远值得我们怀念。

Frank L. Evans, Jr. 和Theodore Vermeulen是《手册》的分篇主编，对《手册》的编纂做出了巨大的贡献。对他们的去世，我们一并表示哀悼。

DON W. GREEN

总 目 录

上 卷

单位换算因子和各种数据表	1-1
数学	2-1
物理和化学数据	3-1
反应动力学, 反应器设计, 热力学	4-1
流体与颗粒力学	5-1
流体的输送和贮存	6-1
粉粒体的输送及固体和液体的包装	7-1
粉碎与团聚	8-1
能的利用、转化与储存	9-1
传热	10-1
传热设备	11-1
湿度测定法, 蒸发冷却, 致冷及深冷过程	12-1

下 卷

蒸馏	13-1
传质与气体吸收	14-1
液液萃取	15-1
吸附和离子交换	16-1
新的分离过程	17-1
液-气系统	18-1
液-固系统	19-1
固体干燥和气固系统	20-1
固-固体体系和液液体系	21-1
过程控制	22-1
结构材料	23-1
过程机器的传动	24-1
过程经济	25-1
废物管理	26-1
生化工程	27-1
索引	1

第19篇 液-固系统

作者:

Shelby A. Miller 沥取
Charles M. Ambler 离心机
Richard C. Bennett 自溶液结晶
Donald A. Dahlstrom 重力沉降操作
J. D. Darji 离子交换与吸附设备
Robert C. Emmett 重力沉降操作
Joseph B. Bray 低粘度颗粒悬浮液的搅拌
C. Fred Gurnham 压榨
Louis J. Jacobs 过滤
Ronald P. Klepper 重力沉降操作
A. W. Michalson 离子交换与吸附设备
James Y. Oldshue 低粘度颗粒悬浮液的搅拌
Charles E. Silverblatt 重力沉降操作
Julian C. Smith 固液分离设备的选型
David B. Todd 糊状与粘性物料的混合

译者:

麦本熙 过滤
张远谋 自溶液结晶, 离子交换与吸附设备, 沥取, 本篇审校人
周理 低粘度颗粒悬浮液的搅拌, 糊状与粘性物料的混合, 重力沉降操作
金鼎五 离心机, 压榨, 固液分离设备的选型

第19篇 目 录

相接触与液-固加工

19.1 低粘度颗粒悬浮液的搅拌19-8

一般参考文献.....19-8

19.1.1 混合设备.....19-8

一、轴向流叶轮.....19-8

二、径向流叶轮.....19-10

三、小间隙搅拌器.....19-10

四、无挡板槽.....19-10

五、挡板槽.....19-11

19.1.2 混合容器中的流体行为.....19-12

一、叶轮雷诺数.....19-12

二、流体流动与过程效果之间
的关系.....19-12

三、搅拌槽中的湍动流动.....19-13

四、混合设备中的流体速度.....19-13

五、湍流条件下的叶轮排液量和
流体头.....19-13

六、容器内的流体层流运动.....19-14

七、打漩深度.....19-14

八、叶轮的功率消耗.....19-15

19.1.3 搅拌设备的设计.....19-15

一、设备的选择.....19-15

二、顶部插入的螺旋桨.....19-16

三、涡轮.....19-16

四、侧插螺旋桨.....19-17

五、射流混合器.....19-17

六、叶轮转速和功率的选择.....19-17

七、机械设计.....19-17

19.1.4 以均匀为目的的混合.....19-17

一、分批混合.....19-18

二、连续流动搅拌容器中的
均值作用.....19-18

19.1.5 固体的悬浮.....19-19

一、悬浮程度的定义.....19-19

二、连续加料槽.....19-19

三、取样.....19-19

四、粘度接近的颗粒的分批悬浮.....19-19

五、颗粒的自由沉降速度.....19-20

六、干扰沉降.....19-20

七、悬浮高度.....19-21

八、叶轮与槽径之比的影响.....19-21

九、空气搅拌.....19-21

十、浮选池.....19-22

十一、AIChE设备试验程序.....19-22

19.1.6 分散中粒度的降级.....19-22

19.1.7 固-液传质.....19-22

19.2 糊状与粘性物料的混合.....19-24

一般参考文献.....19-24

19.2.1 分批混合机.....19-24

一、换罐混合机.....19-24

二、定槽混合器.....19-25

三、栅式混合器.....19-25

四、剪切棒混合器.....19-25

五、螺旋叶片混合器.....19-25

六、双臂捏合混合机.....19-26

七、螺旋排料分批混合机.....19-27

八、强烈混合机.....19-28

九、其它分批混合机.....19-30

19.2.2 连续混合机.....19-31

一、单螺旋挤出机.....19-31

二、Rietz挤出机.....19-31

三、Baker Perkins复合捏合机.....19-32

四、传递-混合机.....19-33

五、Baker Perkins转动进料机.....19-33

六、双螺旋连续混合机.....19-33

七、ZSK双螺旋机.....19-33

八、多用(M-P)混合机.....19-33

九、Farrel连续混合机.....19-33

十、其它连续混合机.....19-33

19.2.3 过程设计要点.....19-36

一、混合操作的放大.....19-36

二、加热与冷却混合器.....19-37

19.3 自溶液结晶.....19-40

一般参考文献	19-40
19.3.1 结晶原理	19-40
一、晶体	19-40
二、溶解度及相图	19-40
三、结晶过程中的热效应	19-41
四、结晶过程的产量	19-42
五、分步结晶	19-43
六、晶体形成	19-44
七、晶体生长的几何形态	19-45
八、产品的纯度	19-45
九、变异系数	19-47
十、晶体的成核与生长	19-47
19.3.2 结晶设备	19-55
一、混合悬浮, 混合产品排除 (MSMPR) 结晶器	19-56
二、强制循环蒸发结晶器	19-56
三、锥底球形晶浆罐结晶器	19-56
四、导流筒-挡板 (DTB) 蒸 发-结晶器	19-57
五、导流筒 (DT) 结晶器	19-58
六、表面冷却结晶器	19-58
七、直接接触冷冻结晶器	19-58
八、反应型结晶器	19-59
九、混合悬浮, 分级产品排出 结晶器	19-59
十、分级悬浮结晶器	19-59
十一、刮落表面结晶器	19-60
十二、套管刮面结晶器	19-60
十三、槽式结晶	19-60
19.3.3 说明一个结晶器所需要 的信息	19-61
19.3.4 结晶器操作	19-62
19.3.5 结晶器的成本	19-63
19.4 离子交换与吸附设备	19-64
一般参考文献	19-64
19.4.1 离子交换操作	19-64
一、一般设计	19-64
二、典型离子交换柱	19-65
三、逆流再生	19-66
四、混合床离子交换器	19-67
五、离子交换器的自动化	19-68
六、连续与半连续离子交换; 逆流柱	19-68
七、离子交换器的成本	19-70

19.4.2 吸着设备	19-71
一、间歇操作	19-71
二、固定床	19-73
三、连续与半连续操作	19-74
19.5 沥取	19-75
一般参考文献	19-75
19.5.1 定义	19-75
一、机理	19-75
二、操作方法	19-75
19.5.2 沥取设备	19-76
一、渗滤	19-76
二、分散固体沥取	19-77
三、螺旋输送提取器	19-79
19.5.3 沥取过程的选择或设计	19-79
一、过程与操作条件	19-79
二、提取器尺寸的计算	19-80

物 相 分 离

19.6 重力沉降操作	19-82
一般参考文献	19-82
19.6.1 可沉降固体的分类; 沉 降试验	19-82
沉降试验方法	19-83
一、决定所需要的澄清区域	19-83
二、长管法	19-83
三、短管法	19-84
四、滞留试验	19-84
五、增稠池面积	19-85
六、增稠池的深度	19-86
七、絮凝	19-87
八、所需扭矩	19-88
九、底流泵送要求	19-88
19.6.2 增稠器	19-88
一、普通增稠器	19-88
二、高速率增稠器	19-89
19.6.3 澄清器	19-90
一、矩形澄清器	19-90
二、圆形澄清器	19-90
三、澄清-增稠器	19-91
四、斜板澄清器	19-91
五、固体接触式澄清器	19-92
19.6.4 沉降单元的部件与附件	19-93
一、槽	19-93

二、驱动-支撑机构	19-93	二、压力试验	19-110
三、桥式支撑的增稠器	19-93	三、压缩-透过性试验	19-111
四、中央塔式支撑增稠器	19-93	四、试验结果的放大	19-111
五、拖动式增稠器	19-93	19.7.4 过滤介质	19-112
六、驱动组件	19-93	一、可纺纤维的织物	19-112
七、耙子升举机构	19-94	二、金属织物或网	19-112
八、耙动机构	19-95	三、压紧的毡与棉胎	19-113
九、加料井	19-95	四、非织成的纤维品	19-113
十、溢流安排	19-95	五、滤纸	19-114
十一、底流安排	19-96	六、刚性多孔介质	19-114
十二、靠近增稠器并有掩埋管 线的泵	19-96	七、聚合物薄膜	19-114
十三、隧道	19-96	八、粒状固体的床层	19-114
十四、周边排料	19-96	19.7.5 助滤剂	19-114
十五、中央塔泵送	19-96	一、硅藻土	19-114
十六、仪表	19-97	二、珍珠土	19-114
十七、絮凝：工厂的实践与设施	19-97	19.7.6 过滤设备	19-115
19.6.5 连续逆流倾析	19-97	一、滤饼过滤机	19-115
一、应用	19-98	二、过滤增稠器	19-128
二、流程设计	19-98	三、澄清过滤器	19-128
三、设备	19-98	19.7.7 过滤设备的选用	19-133
四、底流的泵送	19-98	19.8 离心机	19-138
五、溢流泵	19-98	一般参考文献	19-138
六、均匀加料速率	19-98	19.8.1 一般原理	19-138
七、级间混合效率	19-98	一、离心力大小	19-139
八、仪表	19-99	二、离心机转子的应力	19-139
19.6.6 沉降单元的设计与规定	19-99	三、结构材质	19-140
一、选择	19-99	四、临界转速	19-140
二、建造材料	19-101	19.8.2 沉降离心机	19-141
三、尺寸设计原则	19-101	一、类型	19-141
四、扭矩等级	19-101	二、沉降离心机的性能特征	19-146
五、增稠器费用	19-101	三、离心沉降理论	19-147
19.7 过滤	19-103	19.8.3 过滤离心机	19-149
一般参考文献	19-103	一、类型	19-149
19.7.1 定义与分类	19-103	二、离心过滤理论	19-154
19.7.2 过滤理论	19-104	19.8.4 价格	19-155
一、恒压过滤	19-105	一、购置价	19-155
二、恒速过滤	19-105	二、安装费用	19-156
三、变压变速过滤	19-106	三、维修费用	19-156
四、过滤方程的实用意义	19-106	四、能量与功率需求	19-157
五、应用过滤理论表达数据	19-108	19.8.5 离心机的选型	19-158
19.7.3 小规模试验	19-109	一、沉降离心机	19-158
一、真空试验	19-109	二、过滤离心机	19-158
		19.9 压榨	19-160
		19.9.1 压榨设备	19-160

一、分批式压榨机.....	19-160	一、问题的明确.....	19-166
二、连续式压榨机.....	19-161	二、给定过程条件.....	19-166
19.9.2 压榨理论.....	19-163	三、初步选择.....	19-168
一、平衡条件.....	19-163	19.10.2 试样与试验	19-168
二、压榨速率.....	19-164	一、有代表性的试样.....	19-169
三、连续压榨.....	19-165	二、初步简单试验.....	19-169
19.10 固液分离设备的选型	19-166	三、过程条件的改善.....	19-169
19.10.1 初步确定和选择	19-166	四、向制造商咨询.....	19-170

名称与单位

符号	定义	SI单位	美国惯用单位	符号	定义	SI单位	美国惯用单位
A	面积	m ²	ft ²	n	单元数 (例如系列中的级数)	无因次	无因次
A	性质或特征的正弦波动振幅	变动性质的单位, m	变动性质的单位, in	n	指数	无因次	无因次
a	加速度	m/s ²	ft/s ²	O	每单位固体质量的液体体积 (溢流)	m ³ /kg	ft ³ /lb
a	定义幂函数的指数	无因次	无因次	P	压力	Pa	lbf/in ² (psi), atm
B	晶体形成的特定速率 (单位溶液体积内单位时间形成的晶粒数)	m ⁻³ s ⁻¹	mL ⁻¹ s ⁻¹	P	功	W	hp
b	长度或高度	mm	in	P	晶体质量	kg	lb
C	间隙	cm	in	P	翻转 (结晶器体积与体积循环速率之比)	s	min, s
C	悬浮固体浓度	g/L	重量百分数, g/L	p	压力	Pa	lbf/in ² (psi)
C	溶解固体浓度	g/L	g/L	PD	粒子直径	mm, μm	in, μm
C	总系数	无因次	无因次	Q	体积流率	L/s, m ³ /s	gal/min
c	组成, 质量分数	无因次	无因次	q	液体与干固体的体积比	无因次	无因次
c	总系数	无因次	无因次	R	质量分数	无因次	无因次
D	直径	m, mm, μm	in, μm, 目	R	摩尔比	无因次	无因次
d	直径	μm	目, μm	R	过滤介质阻力	m ⁻¹	ft ⁻¹
E	能量	J	ft·lbf	r	半径	m	in, ft
F	力	N	lbf	r	过滤介质阻力	m ⁻¹	ft ⁻¹
G	晶体生长速率	m/s	mm/h	RCF	相对离心力 (标准重力加速度的倍数)	无因次	无因次
G	相对离心力	无因次	无因次	S	溶解度 (质量比)	无因次	无因次
g	加速度	m/s ²	ft/s ²	S	过饱和系数 (过饱和与饱和溶质浓度之比)	无因次	无因次
H	高度或压头	m	in, cm	S	转速	s ⁻¹	min ⁻¹ (r/min)
H	质量	g	lb	S	应力	Pa	lbf/in ² (psi)
I	特征尺寸	m, mm	in, mm	s	厚度	m	in
I	速度	m/s	ft/s	s	过饱和度 (超过溶解度的溶质浓度)	g/L	g/L
I	惯性矩	kg·m ²	lb·ft ²	s	比重	无因次	无因次
i	表面数	无因次	无因次	s	压缩性指数	无因次	无因次
i	指数	无因次	无因次	T	扭矩	N·m	lbf·in
j	指数	无因次	无因次	t	时间	s	s, min, h
K	总系数	无因次	无因次	Unit area	每单位质量沉降速率的平面积	m ² /(mg·d)	ft ² /(t·d)
k	总系数	无因次	无因次	U	每单位质量固体的液体体积 (底流)	m ³ /kg	ft ³ /lb
L	厚度或特征尺寸	m	in, mm	U	固化 (长度分数)	无因次	无因次
M	密度	kg/m ³	lb/ft ³ , g/mL	V	体积	m ³ , L	gal, in ³
m	质量	kg	lb	V	每单位质量沉降速率的体积	m ³ /(mg·d)	ft ³ /(t·d)
m	质量比	无因次	无因次	v	速度	m/s, cm/s	ft/s
m	扭矩	N·m	lb·ft	W	质量 ("重量")	g	lb
m	四阶或更高的分布矩	无因次	无因次	w	每单位体积滤液的固体质量	g/L	g/L, lb/gal
m	指数	无因次	无因次				
N	转速	s ⁻¹	min ⁻¹ (r/min)				
N	数, 包括一个数字 (无因次群)	无因次	无因次				
n	转速	s ⁻¹	min ⁻¹ (r/min), s ⁻¹ (r/s)				
n	晶体粒数密度 (每特征尺寸增量的粒数)	m ⁻¹	in ⁻¹				

续表

符号	定义	SI单位	美国惯用单位	符号	定义	SI单位	美国惯用单位
X	长度	m, mm	in	π	指数	无因次	无因次
x	摩尔分数	无因次	无因次	ν	摩尔分数	无因次	无因次
κ	浓度	g/cm ³	任选	γ	指数	无因次	无因次
希腊符号							
α	角	rad	°	θ	周期, 频率	s ⁻¹	s ⁻¹
α	滤并比阻	m/g	ft/lb	ϕ	角	rad	°
α	总系数			ν	粘度	Pa·s	P
γ	剪切速率	s ⁻¹	s ⁻¹	ω	运动粘度	m ² /s	St
γ	指数	无因次	无因次	ρ	密度	g/m ³	lb/ft ³
δ	厚度	m, mm	in, mm	Σ	面积	m ²	ft ²
ΔL	长度的变化	m, mm	in, mm	ω	角速度	s ⁻¹	s ⁻¹
θ	时间	s	任选				

注意: 文中有的某些很特殊的名词未列入。

相接触与液-固加工

在化学工程文献中,习惯于将搅拌、糊状物混合、两相流(包括浆液输送)及喷雾作为独立的多种用途的操作处理,对其设备设计与操作的原理可一般地加以叙述,然后应用于个别的特殊加工目的。它们在本手册中是这样介绍的:搅拌与糊状物混合在19篇,两相流在第5篇,喷雾在第18篇。一般将与固-液接触器有关的某些加工目标称之为单一目的的操作,它能采用各种设备选型。这些操作包括吸附、成胶、结晶、絮凝、离子交换及沥取。本手册亦遵守这种习惯,对这些领域中的每一个设备,除其中两个被省略外,均在第19篇的各分篇中加以论述。成胶考虑在外是因为其独特、狭隘的特点,使之比其它方面对化学工程师来说吸引力小,而且因为在设备的意义上,它与液-液乳胶液比与液固悬浮液联系更多。有兴趣的读者可参阅胶体化学及成胶方面的许多参考教材和专著。絮凝没有包括在内是因为一般对设备的强调要次于对用絮凝剂及程序选择原理的强调。在本篇后部描写的重力沉降器,实际上常常又是絮凝器及分离器。由于这种关系,絮凝将在后面该分篇中“絮凝”一节内作简明的讨论;它同时为Gale(in *Purchas, Solid/Liquid Equipment Scale-Up*, Uplands Press, Croydon, England, 1977, pp. 46ff.)及Stevenson(*ibid*, pp. 127ff.)所考察。絮凝的某些化工工程含义为Porter, Flood, 及Rennier[*Chem. Eng.* 73(13), 141(1966)]所总结。

19.1 低粘度颗粒悬浮液的搅拌

一般参考文献

Holland and Chapman, *Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks*, Reinhold, New York, 1966. Jordon, *Chemical Process Development*, part 1, Interscience, New York, 1968, p. 111. Nagata, *Mixing Principles and Applications*, Wiley, New York, 1975. Oldshue and Todd, in *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*, 3d ed., vol. 15, Wiley, New York, 1981, p. 604. Parker, *Chem. Eng.*, 71(12), 165 (1964). Quillen, *Chem. Eng.*, 61(12), 179 (1954). Uhl and Gray (eds.), *Mixing: Theory and Practice*, vol. 1, Academic, New York, 1966; vol. 2, 1967. Sterbacek and Tausk, *Mixing in the Chemical Industry*, trans. by Mayer and ed. by Bourne, Pergamon, London, 1965. Zlokarnik, in *Ullmann's Encyklopädie der technischen Chemie*, 4th ed., vol. 2, Verlag Chemie, Weinheim, Germany, 1972, p. 259.

很多操作是在叶轮搅拌槽中进行的,例如(1)互溶液体的混合;(2)不互溶液体的接触或分散;(3)气体在液体中的分散;(4)促进被搅动液体与换热表面之间的热传递;(5)把颗粒状固体物料在液体中悬浮或分散以增进均匀性,或促进质量传递(例如溶解),或引发和支持化学反应;(6)减小颗粒的聚集尺寸。本篇只谈最后两种情况,关于其它操作请参见第10、18和21篇。虽然搅拌槽是讨论的重点,但在不需要长时间混合的情况下,某些混合操作也可借助管内的湍动或机械装置连续地进行,只须维持很少的再循环量。

19.1.1 混合设备

叶轮可大体分为两类:轴向流叶轮和径向流叶轮。区分的依据是叶片与叶轮转动平面之间所成的角度。

一、轴向流叶轮

凡叶片与旋转平面之间的夹角小于 90° 的各种叶轮都属干轴向流叶轮。图19-1所示的船

舶推进器（螺旋桨）和图19-2所示的倾斜叶片涡轮或平桨，都是代表性的轴向流叶轮。

在槽的容积小于 3.8m^3 (1000gal) 或直径小于1.8m (6ft)，并且达到满意的操作效果所需功率不超过2.2kW (3hp) 的场合，常常使用螺旋桨。

螺旋桨可以倾斜、偏心地夹紧在敞口槽的侧壁上（图19-10），或者用螺栓固定在封闭槽顶盖的法兰式盖板上，搅拌轴取同样的倾斜、偏心位置。这种安装方式可造成强烈的上、下循环流动。若将搅拌轴同马达直接相连，可有1150或1750r/min两档转速；如果同齿轮减速器相连，可有350或420r/min两档转速。同低

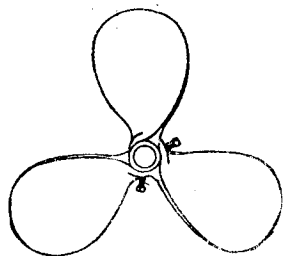


图 19-1 推进器型混合螺旋桨

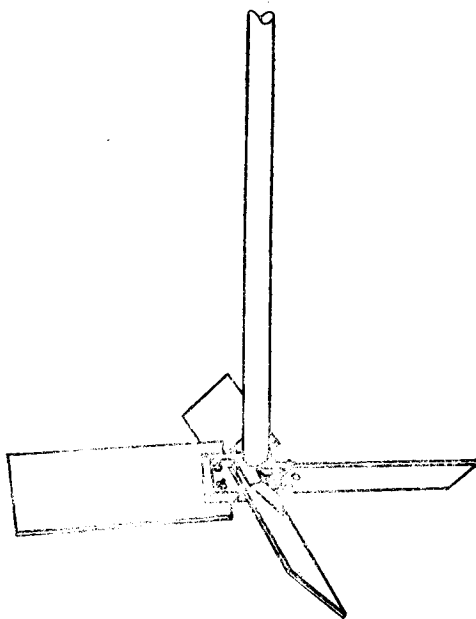


图 19-2 斜叶片涡轮

速装置相比，高速装置的叶轮排出流具有较高的流速和剪切率，但槽内的循环速率则较低。对于固体的悬浮通常使用齿轮减速装置，但是对于快速分散或快速反应，高速搅拌装置更为适宜。

螺旋桨搅拌机也可以安装在圆形槽侧壁靠近底面的部位，如图19-3所示。这种侧插式搅拌机用于掺混低粘度[$<0.1\text{Pa}\cdot\text{s}$ (100cP)]液体，或者在 4000m^3 (10⁶gal) 左右的大槽中使缓慢沉降的物质保持悬浮状态。纸浆的混合即常常使用侧插式螺旋桨。

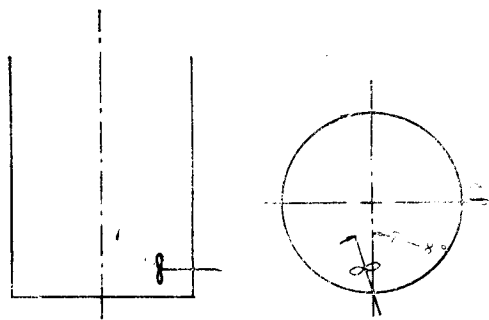


图 19-3 侧插式螺旋桨混合器

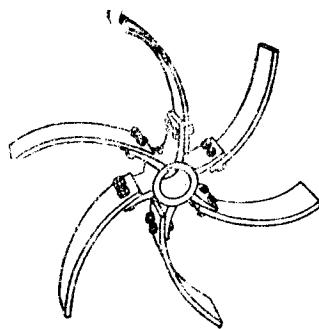


图 19-4 弯叶片涡轮

在希望得到高轴向循环速率并且功率消耗大于2.2kW (3hp) 的场合，使用斜叶片涡轮（图19-2）代替螺旋桨，搅拌轴由槽顶插入。靠近液面的斜叶片涡轮对于把上浮的颗粒状固体物料快速地吸入到槽内是很有效的。

二、径向流叶轮

径向流叶轮的叶片与驱动轴平行。其中较小的多叶片叶轮叫做“涡轮”，较大的有两个或四个叶片转速较低的叶轮则称作“平桨”。涡轮的直径通常为槽径的0.3到0.6倍。涡轮式叶轮也有不同的类型，例如图19-4所示弯叶片涡轮和图19-5所示平叶片涡轮。弯的叶片有助于叶轮在沉降的固体中起动。平桨搅拌器的直径一般大于槽径的0.6倍，转速则比较低。它的结构一般与图19-4类似，但是它的两个或四个叶片是直的，而且轮毂也比较小。

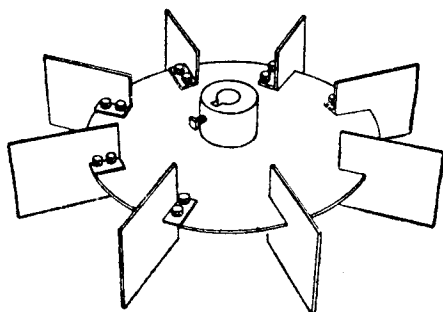


图 19-5 平叶片涡轮

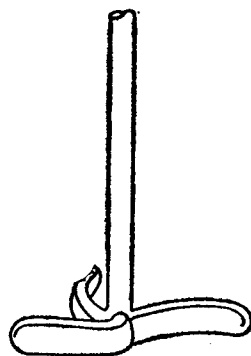


图 19-6 搪玻璃的钢质叶轮 (Pfaudler公司)

大多数大规模固液悬浮搅拌都采用顶部插入的涡轮或平桨，功率范围从750W(1hp)到750kW(1000hp)。典型的叶轮转速是50到150r/min，但在某些操作条件下，也可能高至400r/min，低至15r/min。

在被搅拌液体对一般金属严重腐蚀的情况下，使用搪玻璃的叶轮可能是比较经济的。图19-6就是典型的这种叶轮，它是改型的弯叶片涡轮。

三、小间隙搅拌器

某些假塑性流体系统，在槽内远部螺旋桨或涡轮叶轮的近壁部分，可能存在停滞流体。在这种情况下可以使用锚式叶轮（图19-7）。流体基本上是在锚的转动方向上做环形流动，至于是否也会产生显著的轴向或径向的流体运动，则取决于流体的粘度以及上部的叶片辐板的设计。锚式搅拌器主要是用于改善高粘稠流体中的传热。

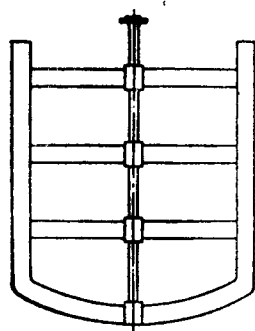


图 19-7 锚式叶轮

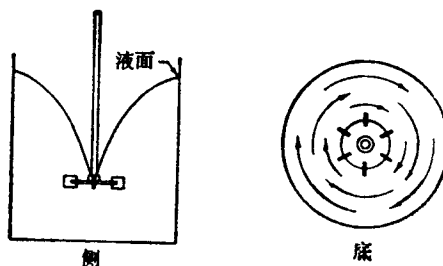


图 19-8 无挡板槽中轴向或径向流叶轮的典型流型

四、无挡板槽

如果用轴向安装的搅拌器搅拌低粘度液体，那么不论叶轮类型如何，都有产生打漩流型的倾向。图19-8表示的就是典型的打漩流型。由于离心力作用在转动的液体上，产生了中心

漩涡。尽管有漩涡存在，在无挡板槽中也常常可以得到满意的操作效果，但是对所用转速有一个限度，因为一旦漩涡抵及叶轮，便可能发生严重的空气夹带。此外，打漩的液体常常是在槽中产生振荡的冲浪。这种冲浪加上很深的漩涡可能在混合器的轴上造成很大的波动力。

在打漩的低粘度液体搅拌槽中，纵向速度远小于周向速度。如果象图19-9那样将叶轮偏心安装，则可增加纵向循环速率。无论是涡轮还是螺旋桨均可采取偏心位置，但偏心程度很重要，因为在某一方向上过大或过小的偏心度都会引起更剧烈的打漩、不利的漩涡和在轴中产生危险的高应力。液体粘度和槽的大小的改变也会影响这种槽中的流型。偏心安装对于纸浆的悬浮一直是很有效的。

轴向流叶轮可取倾斜、偏心位置，倾角大约同铅直线成 15° ，如图19-10所示。

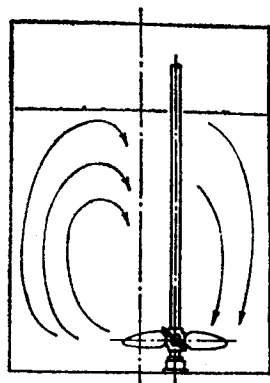


图 19-9 垂直地偏心安装的纸浆槽螺旋桨产生的流型

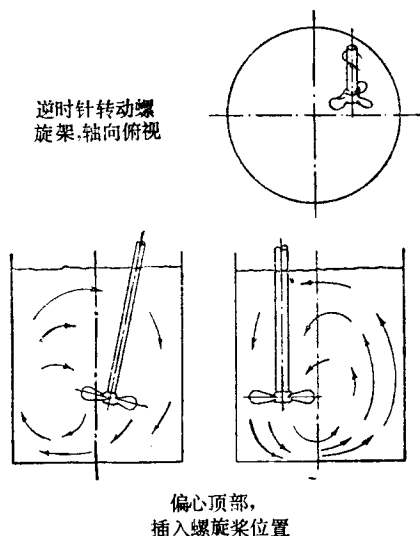


图 19-10 倾斜偏心位置上的螺旋桨在无挡板槽中产生的流型

在螺旋桨搅拌装置中，倾斜偏心的安装方式用于螺旋桨输出功率不超过 2.2kW (3hp) 的场合。在功率更高的情况下，这种安装方式所产生的不平衡的流体作用力可能变得相当严重。

平桨和锚式叶轮通常都是在无挡板槽中对中地运转的，因为它们与槽壁之间只有不大的间隙。

五、挡板槽

在对稀薄悬浮液进行强烈搅拌的情况下，可在槽内装设挡板，即如图19-11和图19-12所示，将一组平板条沿径向垂直地安装在槽壁上。四块挡板几乎总是足够的。常用的挡板宽度是槽径的 $\frac{1}{10} \sim \frac{1}{12}$ (径向尺寸)。在搅拌泥浆时，则使挡板离开槽壁半个挡板宽度以减少固体在挡板上及挡板后面的聚集。

在雷诺数大于 $10,000$ 的条件下，涡轮叶轮和对中安装的轴向流叶轮一般都要与挡板配合使用。图19-11和19-12所表示的流型是很不相同的，但是在这两类槽中由于挡板的使用都造成很强的上下循环流动而不打漩，也不会叶轮上产生强烈的不平衡的流体作用力。

在过渡流型〔方程19-1〕所表示的雷诺数从 10 到 $10,000$ 〕的范围内，挡板宽度可以减小，通常为标准宽度的一半。如果在不加挡板的情况下循环流型已令人满意，只是为了避免打漩引起的问题，则可采用不完全挡板。不完全挡板具有标准挡板的宽度，但其长度是从液面起

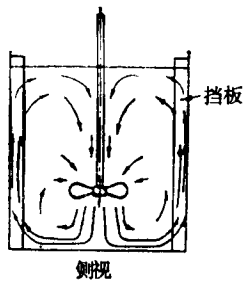
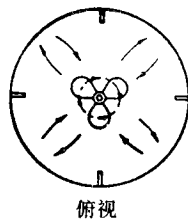


图 19-11 对中安装的螺旋桨或轴向流涡轮在挡板槽中产生的典型流型



俯视图

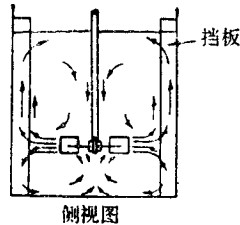
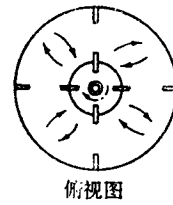


图 19-12 对中安装的涡轮在挡板槽中产生的典型流型



俯视图

向下延伸至大约三分之一液体体积处。

在层流 ($N_{Re} < 10$) 区域, 无论是否有挡板, 叶轮所消耗的功率是相同的, 因此很少使用挡板。挡板可影响流型, 然而这种影响不总是有利的。在某些情况下, 需把挡板在半径方向上离开槽壁一至二个挡板宽度, 以便允许流体在挡板后循环, 同时也产生某些轴向返转流。

19.1.2 混合容器中的流体行为

一、叶轮雷诺数

叶轮搅拌槽中湍动的存在与否可同叶轮雷诺数关联起来, 叶轮雷诺数定义如下:

$$N_{Re} = D_a^2 N \rho / \mu \quad (19-1)$$

式中: N = 转速, r/s ; D_a = 叶轮直径, $m(ft)$; ρ = 流体密度, $kg/m^3(lb/ft^3)$; μ = 粘度, $Pa \cdot s[lb/(ft \cdot s)]$ 。如果 $N_{Re} > 10,000$, 槽内的流动便是湍流。因此, 粘度本身并不是预测流型的可靠指标。雷诺数在 10,000 到 10 左右的范围是个过渡区域, 此时叶轮处的流动是湍流, 而在槽内较远部分则是层流; 若 $N_{Re} < 10$, 则只有层流。

不仅流型与叶轮雷诺数有关, 其它表示过程特性的参数, 象混合时间、叶轮泵送速率、叶轮功率消耗以及传热或传质系数等, 也可以同这个无因次数关联起来。

二、流体流动与过程效果之间的关系

流体在槽内运动过程中发生的下述现象可用来改善不同的操作目标。

1. 如果一层流体比邻层流体或固体表面运动得快些或慢些, 就会在流体中形成剪应力。在层流条件下, 剪应力等于流体粘度与速度梯度 (或剪切速率) 之积, 而且在流体中剪切力大于惯性力。

在湍流条件下, 瞬间的紊乱漩涡行为也产生剪应力, 包括较大的漩涡。大漩涡的尺度与设备大小有关, 它们最后蜕化为小漩涡或波动。小漩涡基本上通过粘性剪切而湮散能量, 其大小几乎与搅拌器和槽的尺寸无关。

流体中的剪应力在叶轮附近比近壁区域高得多, 搅拌槽愈大, 这一差别也愈大。

2. 当流体速度发生大小或方向的改变时, 就会形成惯性力。在湍流条件下, 惯性力大于粘性力。运动中的流体在遇到固体表面或其它在不同方向上运动的流体之前, 有保持连续运动的倾向。在发生动量传递的时刻, 便形成了力。作用在叶轮叶片上的力以不定的方式变动, 其变动情况与叶轮处湍动的尺度和强度有关。

3. 粘性力和惯性力同界面力 (例如表面张力) 相作用, 可以使气-液、液-液和固-液之

界的界面积增大或减小。

4. 槽内的浓度差和温度差可被主体流动或循环流动所降低。存在速度梯度的主体流动也能减小具有不同的组成或温度的流体团块的厚度。这一过程叫做主体扩散或Taylor扩散(在上述文献中的Uhl和Gray著作的第一卷48页, Brodkey)。湍流扩散和分子扩散减小不同团块之间的差别。层流条件下, Taylor扩散和分子扩散是减小浓度差以及温度差的机理。

5. 在固-液、气-液或液-液界面上趋于达到的平衡浓度可被主体流体与界面附近流体之间的分子扩散和湍流扩散所取代或改变, 主体运动(Taylor扩散)对此传质机理亦有促进作用。

三、搅拌槽中的湍动流动

对搅拌槽中的湍动参数, 例如湍动强度和尺度、关联系数以及能谱都已做过测定, 不过这些特性都还没有直接用在搅拌槽设计中。进一步了解请参考 Cutter, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, 12, 35(1966)。

四、混合设备中的流体速度

在有挡板和无挡板情况下测定了各种型式涡轮搅拌槽中的流体速度。在上面列出的Uhl和Gray书中第一卷第四章列举了典型数据。速度数据已用于计算叶轮排液量和循环速率, 但是还没有直接用于混合设备的设计。

五、湍流条件下的叶轮排液量和流体头

在液体粘度低、湍流流动条件下, 叶轮通过叶片向流体施加作用力, 增加其动量而使流体运动起来。旋转的螺旋桨或涡轮的叶片改变流体的方向并增加其速度。

一个叶轮的泵送速率或排液量, 是指垂直于叶轮排送面积的流动速率。通过此面积的流体的速度与叶轮的周边速度成正比, 而在湍流条件下, 在叶轮排出流中每一点处的速度头与该点速度的平方成正比。下述方程式把湍流条件下几何相似叶轮的速度头、泵送速率和搅拌功率联系起来:

$$Q = N_Q N D_a^3 \quad (19-2)$$

$$H = N_p N^2 D_a^2 / N_Q g \quad (19-3)$$

$$P = N_p \rho N^3 (D_a^5 / g_c) \quad (19-4)$$

$$P = \rho H Q g / g_c \quad (19-5)$$

式中 Q = 叶轮排液量, m^3/s (ft^3/s); N_Q = 排送系数, 无因次; H = 速度头, m (ft); N_p = 功率数, 无因次; P = 功率, $(\text{N} \cdot \text{m})/\text{s}$ [$(\text{ft} \cdot \text{lbf})/\text{s}$]; g_c = 因次转换因子, $32.2 (\text{ft} \cdot \text{lb})/(\text{lbf} \cdot \text{s}^2)$ (在使用SI单位时, $g_c = 1$); g = 重力加速度, m/s^2 (ft/s^2)。

曾测定了几种型式叶轮的排液量 Q , 并计算了排送系数。Uhl和Gray(上述文献, Vol. 1, 第四章)评介了若干研究者的数据。对于螺距与直径相等的螺旋桨, 在 $N_{Re} = 10^5$ 时, N_Q 为 0.4 到 0.5。对于涡轮搅拌器, 根据叶片数目、叶片高度与叶轮直径之比、叶轮直径与槽径之比的不同, N_Q 的数值范围是 0.7 到 2.9, 但是上述几何变量的影响还没有充分确定。

对功率消耗也做了测定, 并同叶轮雷诺数关联起来。这样, 便可从方程(19-3)或(19-5)由流量和功率数据计算混合叶轮的速度头。

叶轮排出流的速度头是当其速度发生变化时所能施加的最大力的度量。排出速度愈高、流股中的惯性力也就愈大, 此条件下小漩涡中的剪切速率和剪应力也比较大。如果期望在同样的功率消耗条件下获得较高的排出速度, 必须使用直径较小的叶轮并采用较高的转速。按照方程(19-4), 在功率消耗一定时, $N \propto D_a^{-5/3}$, $N D_a \propto D_a^{-2/3}$, 于是, $H \propto D_a^{-4/3}$, 并且